

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри

підпис, дата

Кваліфікаційна робота магістра

зі спеціальності 133 "Галузеве машинобудування"
освітня програма "Обладнання хімічних виробництв
і підприємств будівельних матеріалів"

Тема роботи: Установка низькотемпературної ректифікації вуглеводневого конденсату. Розробити та модернізувати пропановий холодильник-конденсатор газу

Виконав:

студент групи ХМ.м-11

Симоненко Дмитро Сергійович

підпис

Залікова книжка

№ 21510212

Кваліфікаційна робота магістра
захищена на засіданні ЕК

з оцінкою _____

" ____ " _____ 20 ____ р.

Підпис голови
(заступника голови) комісії

Керівник:

канд. техн. наук, доцент

Михайловський Я.Е.

підпис, дата

ЗМІСТ

	С.
ВСТУП	6
1. АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ	8
1.1 Етапи процесів газопереробки	8
1.2 Теоретичні основи низькотемпературних процесів (НТП)	10
1.3 Призначення і типи конденсаторів	14
2. ТЕХНОЛОГІЧНА ЧАСТИНА	23
2.1 Опис технологічної схеми виробництва	23
2.2 Теоретичні основи процесу	26
2.3 Опис конструкції проектного апарата	33
2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата	34
2.5 Гідравлічні розрахунки	45
2.6 Вибір допоміжного обладнання	46
3. ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА	50
3.1 Вибір конструкційних матеріалів	50
3.2 Розрахунки на міцність та стійкість	53
4. БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА	59
4.1 Обґрунтування компонування основного та допоміжного обладнання	59
4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання	61
5. АВТОМАТИКА ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ	67
5.1 Аналіз рівня автоматизації ректифікаційних установок	67
5.2 Розроблення системи автоматизованого керування роботою обладнання	72
5.3 Вибір та обґрунтування технічних засобів автоматизації	74

					ХІ.Т.00.00.00 ПЗ			
<i>Зм.</i>	<i>Лист</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>				
Розроб.		Симоненко			Установка НТР конденса- ту. Холодильник- конденсатор Пояснювальна записка	<i>Літ.</i>	<i>Аркуш</i>	<i>Аркушів</i>
Перевір.		Михайловський					4	84
Реценз.						СумДУ, ХМ.м-11		
Н. Контр.								
Затверд.								

6. ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ	76
6.1 Аналіз небезпечних та шкідливих факторів виробництва	76
6.2 Розрахунок потенційно-небезпечного фактора	78
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ	83
Додаток А. СПЕЦИФІКАЦІЇ ДО КРЕСЛЕНЬ	

					ХІ.Т.00.00.00 ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		5

ВСТУП

Газовий конденсат – це суміш рідких вуглеводнів, що виділяється з природних газів при експлуатації газоконденсатних покладів у результаті зниження температури та пластового тиску (нижче тиску початку конденсації). Газовий конденсат використовується у якості палива, а також для переробки в прямогонний бензин (з октановим числом менше 65), дизельне та пічне паливо [1].

Також слід зазначити, що природний і попутний газ, що пройшов обробку, можна використовувати як паливо для побутових потреб і для отримання дешевої електроенергії, також з нього створюють синтез-газ – суміш вуглекислого газу з воднем для органічних синтезів [2].

Нафтохімічна промисловість працює на продуктах переробки газу. Процеси газопереробки дозволяють застосовувати скраплені гази як сировину у нафтохімії, моторне паливо, а також для газифікації населених пунктів [2].

Низькотемпературна ректифікація (НТР) – це процес розділення газових сумішей при низьких температурах, який засновано на охолодженні газової сировини до температури, при якій система переходить в двофазний стан, і подальшому розділенні утвореної газорідинної суміші в ректифікаційних колонах. Процеси НТР є різновидом і удосконаленням процесів низькотемпературної конденсації НТК. Перехід газів у рідину здійснюється при охолодженні їх до температур нижче за температуру кипіння.

Процеси НТР дозволяють провести розділення з меншою витратою роботи, ніж при других способах, розділити нестабільний бензин (ШФЛВ) на технічно чисті індивідуальні вуглеводні і одержувати одночасно стабільний газовий бензин, пропан-бутанову суміш, а також пропан, ізобутан, н-бутан, ізопентан, н-пентан та інші вуглеводні.

На підприємствах хімічної та нафтопереробної (газопереробної) промисловості теплообмінники складають близько 30–40 % від усього обладнання, в харчовій промисловості – 15–20 %, а в холодильних установках їх частка досягає 70–80 % [3].

					XI.Т.00.00.00 ПЗ	Лист
						6
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Теплообмінниками називаються апарати, у яких відбувається теплообмін між робочими середовищами незалежно від їх технологічного чи енергетичного призначення (підігрівачі, випарні апарати, конденсатори, пастеризатори, випарники, деаератори, економайзери та ін.).

Технологічне призначення теплообмінників різноманітне. Зазвичай відрізняються власне теплообмінники, в яких передача тепла є основним процесом і реактори, в яких тепловий процес відіграє допоміжну роль.

Метою даної магістерської роботи є дослідження установки низькотемпературної ректифікації вуглеводневого конденсату та розробка модернізованого пропанового холодильника-конденсатора газу. Загалом, кваліфікаційну роботу виконано у відповідності до методичних рекомендацій [4] із представленням усіх регламентованих розділів.

					<i>XI.T.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		7

- виділення сірки із застосуванням ліцензійних технологій (Lo-Cat, Crystall тощо);
- застосування нерегенованих реагентів;
- допалювання в інсинераторі.

Крок 3.осушення газу. Залежно від технології подальшої переробки сировини застосовуються різні способи осушення газу:

- при точці роси не нижче мінус 10°C – упорскування інгібіторів гідратуутворення;
- при точці роси не нижче мінус 30°C – сушіння газу в гліколевому контакторі;
- при точці роси мінус 30°C ... мінус 100°C – адсорбційна осушка газу.

Крок 4. Вилучення вуглеводнів. Вибір методу вилучення вуглеводнів і ступінь їх вилучення залежить від мети будівництва підприємства (що буде основним продуктом: газ або ЗВГ), і від складу та тиску газу.

Основними методами є криогенні:

- із застосуванням турбодетандеру або дроселювання;
- із застосуванням зовнішнього холоду (пропанових холодильних машин);
- в окремих випадках доцільне застосування мембран.

Абсорбційні (масляна абсорбція) і адсорбційні методи або безнадійно застаріли, або мають нішеве застосування.

Крок 5. Фракціонування. Для отримання кінцевих продуктів ЗВГ у якості сировини на установках фракціонування використовується напівпродукт попередніх стадій – ШФЛВ (широка фракція вуглеводнів). Найбільш поширеним є одержання етану, пропан-бутану (C₃/C₄) та стабільного газового конденсату.

Однак у разі великих обсягів може виявитися доцільним подальший поділ на більш вузькі фракції: етан, пропан, ізомери бутану, ізомери пентану і т. д.

Технологічно фракційні установки є набором колон. Іноді для підвищення якості будь-якого продукту може використовуватися блок доочищення: видалення метанолу з пропан-бутану, видалення CO₂ з етану і т.д.

					XI. T.00.00.00 ПЗ	Лист
						9
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

1.2 Теоретичні основи низькотемпературних процесів (НТП)

Усі низькотемпературні процеси, що використовуються для розподілу вуглеводневих газів, підрозділяються на чотири групи: низькотемпературна конденсація, низькотемпературна ректифікація, низькотемпературна абсорбція і низькотемпературна адсорбція.

1. Низькотемпературна конденсація (НТК) – це процес ізобарного охолодження газу (при постійному тиску) до температур, при яких при цьому тиску з'являється рідка фаза. Розподіл вуглеводневих газів методом НТК здійснюється шляхом охолодження їх до заданої температури при постійному тиску, що супроводжується конденсацією витягваних з газів компонентів, з наступним розподілом в сепараторах газової і рідкої фаз. Високої чіткості розподілу вуглеводневих газів шляхом одноразової конденсації і наступної сепарації досягти практично неможливо. Тому сучасні схеми НТК включають колону деметанізації або деетанізації.

2. Низькотемпературна ректифікація (НТР) заснована на охолодженні газової сировини до температури, при якій система переходить в двофазний стан, і наступному розподілі газорідинної суміші, що утворилася, без попередньої сепарації в тарілчастих або насадкових ректифікаційних колонах. НТР в порівнянні з НТК дозволяє проводити розподіл вуглеводневих сумішей з отриманням чистіших індивідуальних вуглеводнів або вузьких фракцій.

3. Низькотемпературна абсорбція (НТА) заснована на відмінності в розчинності компонентів газу в рідкій фазі при низьких температурах і наступному виділенні витягнутих компонентів в десорберах, що працюють за повною схемою ректифікації. Перевага НТА перед НТР полягає в тому, що розподіл вуглеводневих газів можна здійснювати при помірних температурах, використовуючи в якості джерела холоду, наприклад, пропанові випарники, застосування яких в НТР виявляється недостатнім, але чіткість розподілу компонентів газу в цьому процесі нижча, ніж в НТР.

					XI.Т.00.00.00 ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		10

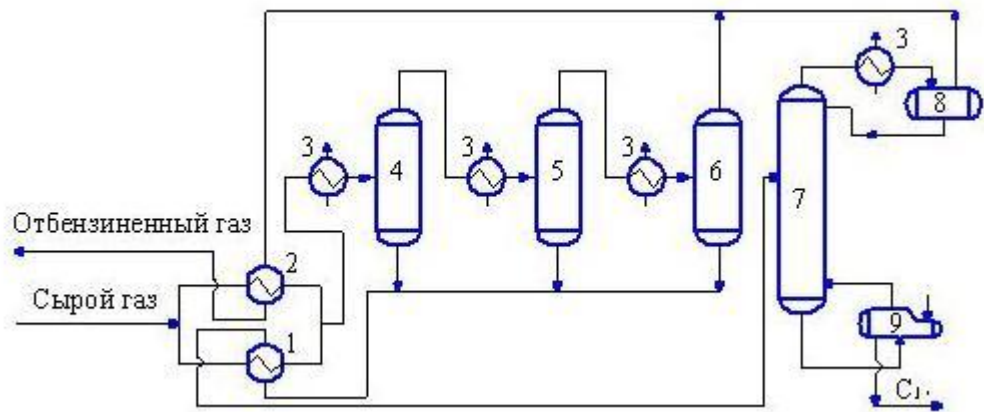


Рисунок 1.1 – Принципова схема установки триступінчатої НТК газу:
 1, 2 – теплообмінники; 3 – пропанові випарники; 4, 5, 6 – сепаратори; 7 – колона
 ректифікації; 8 – рефлюксна ємність; 9 – ребойлер

Сировинний газ розділяється на два потоки і охолоджується в рекуперативних теплообмінниках 1, 2 зворотним газовим потоком, що відводиться з третього ступеня сепарації та з верху деетанізатора, і об'єднаним потоком вуглеводнів, що сконденсувалися, з трьох ступенів сепарації. Потім сировинний потік охолоджується в пропановому випарнику 3 і поступає на перший ступінь сепарації. Газова фаза знову охолоджується в холодильнику до утворення двофазної системи і поступає на другий ступінь сепарації, після чого слідує ще один ступінь конденсації і сепарації. Рідка фаза з усіх трьох сепараторів 4, 5, 6 об'єднується і поступає на живлення в деетанізатор, що працює за повною схемою ректифікації. З верху деетанізатора відводиться фракція C_2 , яка об'єднується з газовою фазою з третього ступеня сепарації і прямує в магістральний трубопровід. З низу деетанізатора виводиться фракція C_{3+} .

Перевагами процесів низькотемпературної конденсації (НТК) є:

- стабільна точка роси (навіть при падінні тиску газу у свердловині) за рахунок регулювання потужності зовнішнього холодильного циклу;
- можливість підтримки нижчих температур при охолодженні газу, одержання за рахунок цього додаткових рідких продуктів;
- стабілізація конденсату в колонах значно скорочує втрати на факел.

На рис. 1.2 представлено візуалізовану модель установки НТК.

						Лист
						12
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Конденсатори з повітряним охолодженням.

Конденсатори цього типу для малих і середніх холодильних машин класифікують:

- за способом циркуляції повітря:
 - з природною циркуляцією;
 - з примусовим рухом повітря;
- за умовами руху холодоагенту в секціях конденсатора:
 - з послідовним рухом;
 - з паралельним рухом;
 - з послідовно-паралельним рухом;
- за місцем установки:
 - вбудовані (встановлені на рамі компресорного агрегату);
 - виносні (встановлені окремо від компресора);
- по виду теплопередаючої поверхні:
 - гладкотрубні;
 - ребристотрубні.

Конденсатори являють собою один або кілька рядів плоских вертикальних змійовиків із сталевих або мідних труб з укріпленими на них пластинчастими ребрами (рис. 1.4).

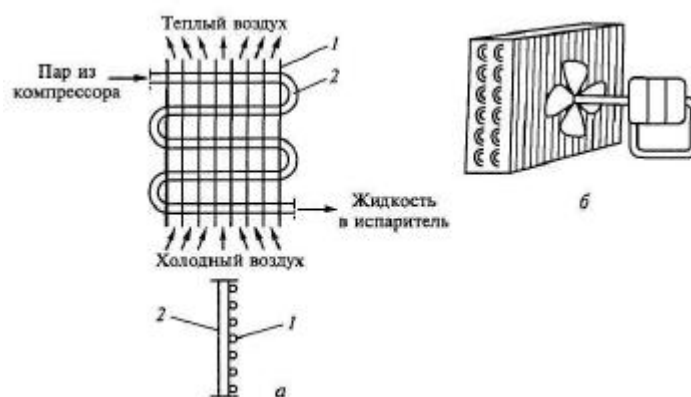


Рисунок 1.4 – Конденсатор повітряного охолодження з вільним (а) і вимушеним (б) рухом повітря: 1 – дротяні ребра; 2 – труба змійовика конденсатора

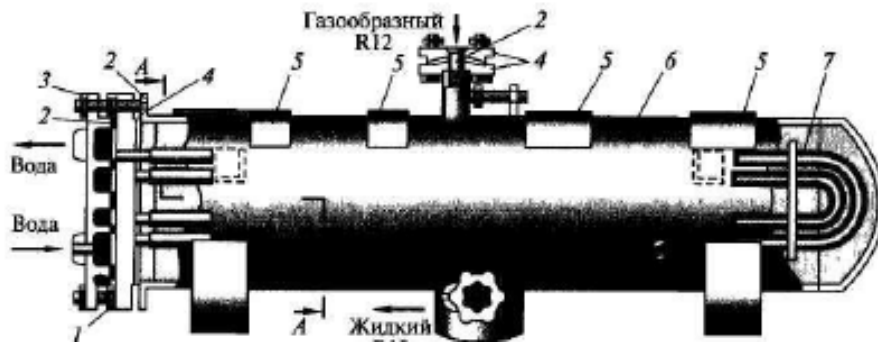


Рисунок 1.5 – Кожухозмійовиковий конденсатор

Кожухозмійовиковий конденсатор складається з одного або декількох гладкотрубних або оребрених мідних змійовиків, які знаходяться у зварному сталевому кожусі. Охолоджуюча вода циркулює через змійовики, а холодоагент – через кожух.

Типовою конфігурацією двотрубного конденсатора є спіральний, або коаксіальний (співвісний), конденсатор. Двотрубний конденсатор складається з двох труб, змонтованих одна в іншій. Вода проходить через внутрішню трубу, а холодоагент тече в протилежному напрямі в кільцевому просторі між внутрішньою та зовнішньою трубами. У разі протитоку створюється максимальна середня різниця температур між середовищами і, отже, максимальна інтенсивність теплопередачі.



Рисунок 1.6 – Поперечний переріз конденсатора типу «труба в трубі»:

1 – зовнішня труба; 2 – внутрішня труба

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

теплоносіїв здійснюються через штуцери на кожусі та розподільчих камерах (у разі багатходових теплообмінників – на передній камері).

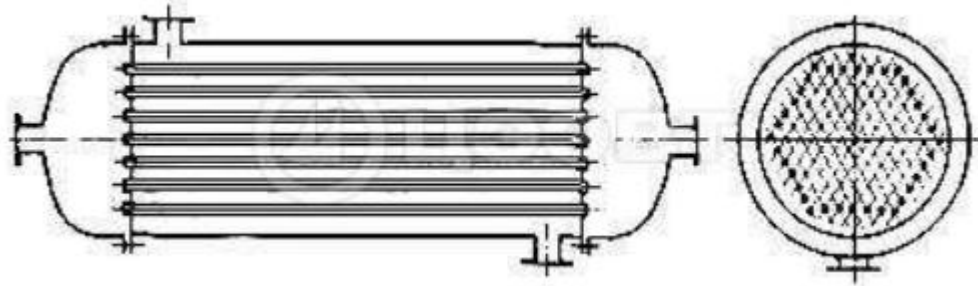


Рисунок 1.7 – Схема теплообмінного апарата типу "Н"

До переваг цієї конструкції можна зарахувати насамперед її простоту і, як наслідок, відсутність додаткових етапів під час виробництва, що впливають на загальну вартість агрегату. Мала кількість деталей надає агрегату додаткову надійність і спрощує технічне обслуговування.

Як додаткову перевагу можна згадати можливість механічного очищення внутрішньої поверхні труб, для здійснення якої достатньо зняти розподільні камери з кожуха.

Через відсутність елементів, що компенсують температурні деформації матеріалу труб і кожуха, теплообмінники типу "Н" розраховані на використання в умовах, коли різниця температур теплоносіїв не перевищує 50°C .

2. Тип "П".

На відміну від типу "Н", у теплообмінниках типу "П" (з плаваючою голівкою) одна з трубних решіток не закріплюється на кожусі, і може в певних межах рухатися вздовж нього. Таким чином, з'являється деяка свобода для подовження або стиснення труб під впливом нагрівання або охолодження. Для забезпечення герметичності системи проходження теплоносія, рухома решітка забезпечується власною кришкою, що утворює разом із решіткою "плаваючу" голівку (розподільчу камеру), яка дала назву цьому типу теплообмінників.

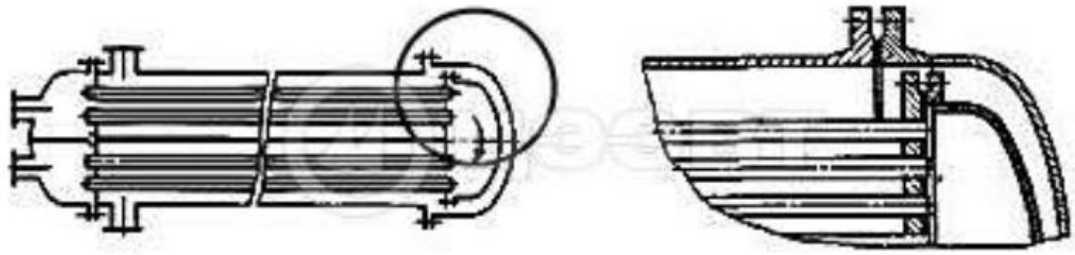


Рисунок 1.8 – Схема теплообмінного апарата типу "П"

Теплообмінники з плаваючою головкою розраховані на експлуатацію за різниці в температурах робочих середовищ у 100°C і більше, завдяки чому можуть використовуватися для специфічного кола завдань.

3. Тип "К".

Під час нагрівання або охолодження температурні деформації характерні не тільки для внутрішніх елементів теплообмінника, а й для його кожуха. Для їхнього нівелювання на агрегатах типу "К" передбачено компенсатори різних видів - лінзові, сифонні тощо. Вони являють собою П-, П- або С-подібні порожнисті кільцеві виступи, що охоплюють кожух обмінника та пружинно розширюються або стискаються при зміні температури кожуха.

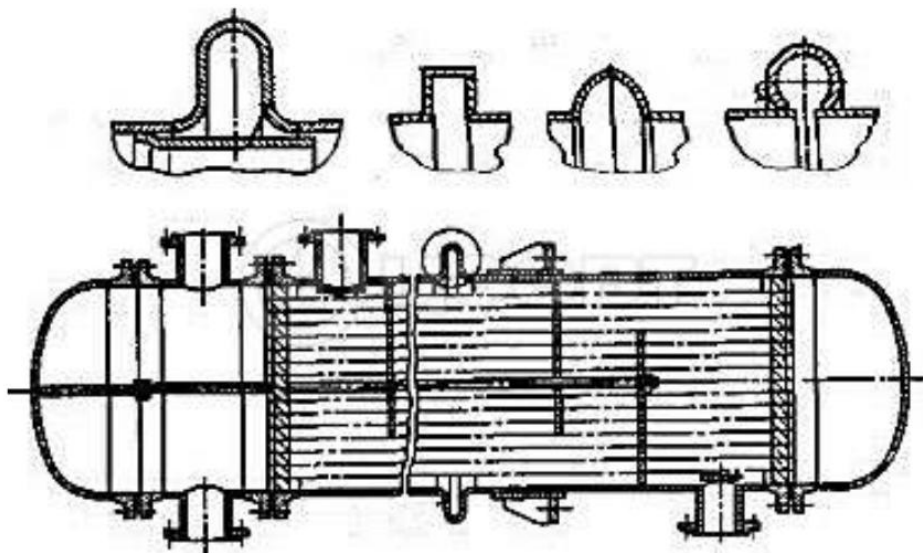


Рисунок 1.9 – Схема теплообмінного апарата типу "К"

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

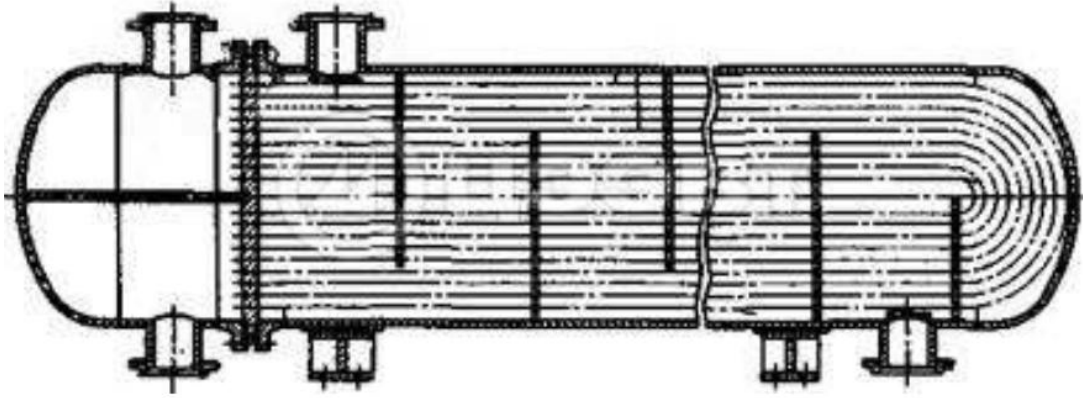


Рисунок 1.11 – Схема теплообмінного апарата типу "У"

Перевагою такої конструкції є її відносна простота, порівнянна з простотою агрегатів типу "Н". Недоліками є ускладненість механічного очищення внутрішньої поверхні труб і те, що заміна єдиної труби в разі її пошкодження, як правило, вимагає повного демонтажу всіх інших труб пучка, що економічно не виправдано. Крім того, форма труб ускладнює їхнє щільне взаємне розміщення, що позначається на характеристиках тепловіддачі. Проте теплообмінники типу "У", як і агрегати типу "ПК", знаходять застосування для виконання певних завдань.

пропан-бутанову суміш, а також пропан, ізобутан, н-бутан, ізопентан, н-пентан та інші вуглеводні.

Вибір необхідного тиску і пониження температури газової суміші перед її розділенням сприяють повнішому переходу в рідку фазу вуглеводнів С3+вище.

Процеси НТР проводять у області низьких температур (від «мінус» 50 °С до «мінус» 80 °С), їх застосовують для відбензинення жирних газів; вони дозволяють більш повно видобувати вуглеводневі фракції (в межах 85...90% від їх вмісту в початковому газі).

У технологічній схемі процесу низькотемпературної ректифікації спочатку відбувається низькотемпературна конденсація без відділення газової фази з подачею сировини в колону ректифікації в двофазному стані.

Залежно від способів створення охолодження і досягнення низьких температур застосовують одно- або двохколонну ректифікацію, одно- або двохпотокову схему переробки газу.

Термодинамічно більш вигідна схема відбензинення природного газу методом НТР з введенням сировини двома потоками. Ця схема дозволяє зменшити енергетичні витрати приблизно на 10% і здійснювати процес при вищих температурах.

Для здійснення процесу охолодження сировинного газового потоку в схемі НТР може бути застосований холодильник із зовнішнім хладагентом (пропан, етан та інші) або дроселі та турбодетандери з метою отримання холоду за рахунок розширення технологічних потоків. У разі використання дроселювання з детандуванням газовий потік після охолодження з частковою конденсацією зворотнім потоком сухого газу в теплообміннику поступає в сепаратор на розділення. Газова фаза з сепаратора поступає в турбодетандер, де за рахунок розширення охолоджується, а рідка фаза проходить через дросель.

Потім газова і рідка фази об'єднуються і поступають в середину колони у якості живлення. У схемах з двохпотоковою подачею сировини одна частина сировини (60 %) поступає без охолодження в середню частину колони, а друга частина (40 %) охолоджується в рекуперативному теплообміннику зворотнім потоком сухого газу, що відводиться з верху ректифікаційної колони.

					XI. T.00.00.00 ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		24

в 2 рази. Охолоджена газорідинна суміш поступає в колону- дегметанізатор К-1, де під тиском 2,4 МПа відбувається відділення незріджених залишкових газів (метану і домішок неконденсованих газів). У середню частину колони К-1 поступає конденсат з сепаратора С-2. В результаті процесів розділення з нижньої частини колони К-1 відводиться рідка фаза, що подається в середню частину колони-деетанізатора К-2, при цьому конденсат підігрівається другим потоком сировинного газу. Низ колони-деметанізатора К-1 обігрівається парами, що утворилися у кип'ятильнику.

Гази, що відділилися в колоні, додатково охолоджуються. Конденсат, що виділився в збірнику-сепараторі С-3, подається у якості флегми на зрошення колони. Гази, що не сконденсувалися, змішуються з газами після колони- дегметанізатора К-1, суміш відбензинених газів дотискається в компресорі і після охолодження направляється споживачам або на подальшу переробку. Низ колони-деетанізатора К-2 обігрівається парами, отриманими в кип'ятильнику- випарнику.

Виділений в колоні-деетанізаторі К-2 нестабільний бензин (ШФЛВ) після охолодження прямує на установку стабілізації конденсату або на подальше газофракціонування.

2.2 Теоретичні основи процесу

Перенесення енергії у формі тепла, що відбувається між тілами, що мають різну температуру, називається теплообміном. Рушійною силою будь-якого процесу теплообміну є різниця температур більш нагрітого і менш нагрітого тіл, за наявності якої тепло мимовільно, відповідно до другого закону термодинаміки, переходить від нагрітого до менш нагрітого тіла. Теплообмін між тілами є обмін енергією між молекулами, атомами і вільними електронами; внаслідок теплообміну інтенсивність руху частинок більш нагрітого тіла знижується, а менш нагрітого – зростає.

Тіла, що у теплообміні, називаються теплоносіями.

Теплопередача – наука про процеси розповсюдження тепла. Закони теплопередачі лежать в основі теплових процесів - нагрівання, охолодження, конденсації парів, випарювання - і мають велике значення для багатьох масообмінних (проце-

					<i>XI.T.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						26
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		

Ще більш складним є процес передачі тепла від більш нагрітої до менш нагрітої рідини (газу) через поверхню, що їх розділяє, або тверду стінку. Цей процес називається теплопередачі.

У процесі теплопередачі перенесення тепла конвекцією супроводжують теплопровідність та теплообмін випромінюванням. Однак для конкретних умов переважаючим зазвичай є один із видів розповсюдження тепла.

У безперервно діючих апаратах температури в різних точках не змінюються в часі і процеси теплообміну, що протікають, є встановленими (стаціонарними). У періодично діючих апаратах, де температури змінюються в часі (при нагріванні або охолодженні), здійснюються процеси теплообміну, що не встановилися, або нестаціонарні.

Розрахунок теплообмінної апаратури включає:

Визначення теплового потоку (теплове навантаження апарату), тобто. кількості тепла Q , яке має бути передано за певний час (у безперервно діючих апаратах за 1 сек чи 1 год., у періодично діючих – за одну операцію) від одного теплоносія до іншого. Тепловий потік обчислюється шляхом складання та вирішення теплових балансів.

Визначення поверхні теплообміну апарату, що забезпечує передачу необхідної кількості тепла в заданий час. Величина поверхні теплообміну визначається швидкістю теплопередачі, яка залежить від механізму передачі тепла - теплопровідністю, конвекцією, випромінюванням та їх поєднанням один з одним. Поверхня теплообміну знаходять із основного рівняння теплопередачі.

Тепло, що віддається більш нагрітим теплоносієм, витрачається на нагрівання холоднішого теплоносія, і деяка відносно невелика частина тепла витрачається на компенсацію втрат тепла апаратом в навколишнє середовище. Величина теплових втрат в теплообмінних апаратах, покритих тепловою ізоляцією, не перевищує 3-5% тепла, що корисно використовується. Тому в розрахунках нею можна знехтувати. Тоді тепловий баланс виявиться рівністю

$$Q = Q_1 = Q_2,$$

					<i>XI.T.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		28

де Q – теплове навантаження апарата;

Q_1 – тепло, що віддається гарячим теплоносієм;

Q_2 – тепло поглинається холодним теплоносієм.

Нехай витрата нагрітого теплоносія становить G_1 , його ентальпія на вході в апарат $I_{1н}$ і на виході з апарату $I_{1к}$. Відповідно витрата холоднішого теплоносія – G_2 , його початкова ентальпія $I_{2н}$ і кінцева ентальпія $I_{2к}$.

Тоді рівняння теплового балансу

$$Q = G_1(I_{1н} - I_{1к}) = G_2 (I_{2к} - I_{2н})$$

Якщо теплообмін протікає без зміни агрегатного стану теплоносіїв, то ентальпії останніх дорівнюють добутку теплоємності на температуру.

У технічних розрахунках ентальпії часто не розраховують, а знаходять їх значення за даної температури з теплових та ентропійних діаграм або з довідкових таблиць.

Якщо теплообмін здійснюється при зміні агрегатного стану теплоносія (конденсація пари, випаровування рідини та ін) або в процесі теплообміну протікають хімічні реакції, що супроводжуються тепловими ефектами, то в тепловому балансі має бути враховано тепло, що виділяється при фізичному або хімічному перетворенні. Так, при конденсації насиченої пари, що є гріючим агентом, величина $I_{1н}$ в рівнянні (1) являє собою ентальпію пара, що надходить в апарат, а $I_{1к}$ – ентальпію парового конденсату, що видаляється.

Загальна кінетична залежність для процесів теплопередачі, що виражає залежність між тепловим потоком Q і поверхнею теплообміну F , є основним рівнянням теплопередачі

$$Q = K F \Delta t_{ср} \tau,$$

де K – коефіцієнт теплопередачі, що визначає середню швидкість передачі тепла вздовж усієї поверхні теплообміну;

					<i>XI.T.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		29

Δt_{cp} – середня різниця температур між теплоносіями, що визначає середню рушійну силу процесу теплопередачі, або температурний напір;

τ – час.

Для безперервних процесів теплообміну рівняння теплопередачі має вигляд

$$Q = K F \Delta t_{cp}.$$

Тепловіддача при зміні агрегатного стану (конденсація пари).

У хімічній апаратурі тепловіддача від пари, що конденсується, здійснюється, як правило, в умовах плівкової конденсації. При плівковій конденсації термічний опір практично повністю зосереджений у плівці конденсату, температура якої з боку стінки приймається рівною температурі стінки, а з боку пари – температурі насичення пари. Порівняно з термічним опором плівки відповідний опір парової фази дуже мало.

Режим перебігу плівки є функцією критерію Рейнольдса: зі збільшенням товщини плівки ламінарний перебіг плівки, що має гладку поверхню, переходить у хвильове, а потім стає турбулентним. Крім фізичних властивостей конденсату (щільності, в'язкості, теплопровідності) на тепловіддачу впливає шорсткість стінки, її положення у просторі та розміри стінки; зокрема, зі збільшенням шорсткості поверхні та висоти вертикальної стінки плівка конденсату потовщується донизу.

Узагальнене рівняння для визначення коефіцієнта тепловіддачі від пар, що конденсуються, має вигляд

$$Nu = f(Ga, Pr, Kr),$$

де Nu – критерій Нуссельта;

Ga – критерій Галілея для плівки конденсату;

Pr – критерій Прандля;

Kr – критерій, що характеризує зміну агрегатного стану речовини, чи критерій конденсації.

					<i>XI.T.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		30

2.3 Опис конструкції проектного апарата

У нашому випадку теплообмінник кожухотрубчастого типу застосовується у складі установки низькотемпературної ректифікації вуглеводневого конденсату.

Існує кілька типів випарників та застосування обумовлено продуктивністю установки, умовами роботи тощо. В установках великої продуктивності переважно використовують горизонтальні випарники з подачею гарячого теплоносія у трубний простір, випаровуванням холодного теплоносія в міжтрубному просторі та організацією парового простору для сепарації крапель окропу. У випарниках з паровим простором температурні подовження трубчаткі компенсують застосуванням U-подібних трубок або використанням трубчаткі з плаваючою головою (рис. 2.2, а, б).

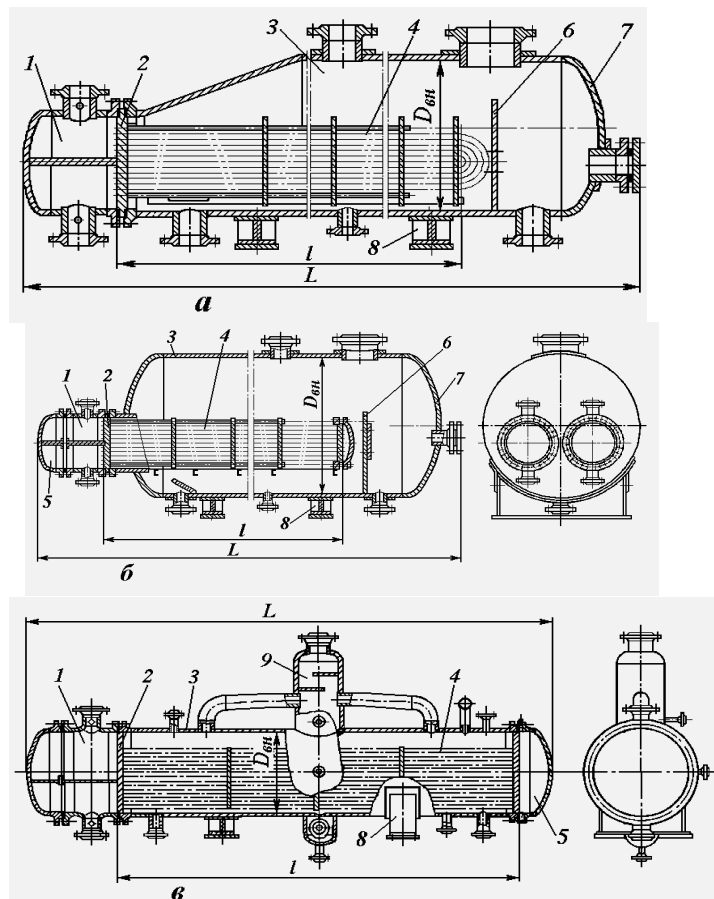


Рисунок 2.2 – Теплообмінники – випарники з паровим простором:
а – з конічним днищем та U – подібними трубками; б – з плаваючою головою та двома трубними пучками; в – кожухотрубчастий із сухопарником;
1 – розподільна камера; 2 – трубна дошка; 3 – корпус; 4 – трубчатка; 5 – кришка еліптична; 6 – переливна планка; 7 – днище; 8 – опора; 9 – сухопарник

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

2.4 Технологічні розрахунки та визначення конструктивних розмірів апарата

Тепловий баланс процесу

Вихідні дані для розрахунку:

Продуктивність установки

по природному газу, що охолоджується 34 000 кг/год

Тиск природного газу на вході

в холодильну установку 3,92 МПа

Початкова температура природного газу..... 25°C

Кінцева температура природного газу- 10 °C

Склад природного газу, % про:

CH₄..... 42,3

C₂H₆..... 15,4

C₃H₈..... 19,6

i-C₄H₁₀..... 5,6

n-C₄H₁₀..... 9,4

i-C₅H₁₂..... 2,5

n-C₅H₁₂..... 4,3

Для проведення технологічного розрахунку холодильної установки необхідно визначити теплове навантаження по вихідному газу.

Масова частка компонентів газової суміші:

$$\bar{y}_i = \frac{y_i M_i}{M_{cm}}$$

M_{cm} і M_i – мольна маса суміші та мольні маси компонентів відповідно,
кг/кмоль

\bar{y}_i - Масова частка компонентів газової суміші

$$M_{cm} = \sum M_i y_i$$

					XI.T.00.00.00.ПЗ	Лист
						34
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Продовження таблиці 2.2

Вуглеводень	$t_1'' = -10\text{ }^{\circ}\text{C}; \pi_1 = 3,92\text{ МПа}; e_k = 0,32$				
	K_i	$x_i^F = \frac{c_i'}{1 + e_k'(K_i - 1)}$	$y_i' = K_i x_i'$	$M_i x_i'$	$M_i y_i'$
CH ₄	3,35	0,25	0,838	4,0	13,4
C ₂ H ₆	0,59	0,178	0,105	5,34	3,15
C ₃ H ₈	0,16	0,268	0,043	11,8	1,45
i-C ₄ H ₁₀	0,062	0,07	0,0044	4,06	0,25
n-C ₄ H ₁₀	0,04	0,135	0,0054	7,83	0,31
i-C ₅ H ₁₂	0,014	0,037	0,0005	2,66	0,04
n-C ₅ H ₁₂	0,012	0,063	0,0008	4,54	0,06
Σ	-	1	1	$M_x = 40$	$M_y = 19$

Теплове навантаження холодильної установки (кількість тепла, що відводиться в апараті від продукту) Q_1 , кВт (відповідно до [4]):

$$Q_1 = G_1(e_n H_{t_1^F} + (1 - e_n) h_{t_1^F} - e_k H_{t_1^{FF}} - (1 - e_k) h_{t_1^{FF}})$$

де e_n і e_k - початкова і кінцева масова частка пар;

$H_{t_1'}$ – ентальпія парової фази ($M_y = 21,9$) при температурі $t_1' = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$ (відповідно [7]), кДж/кг;

$h_{t_1'}$ – ентальпія рідкої фази ($M_x = 44,6$) конденсату при $t_1' = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$ (відповідно [7]), кДж/кг;

$H_{t_1''}$ – ентальпія парової фази ($M_y = 19$) при $t_1'' = -10\text{ }^{\circ}\text{C}$ (відповідно [7]), кДж/кг;

$h_{t_1''}$ – ентальпія рідкої фази ($M_x = 40$) при $t_1'' = -10\text{ }^{\circ}\text{C}$ (відповідно [7]), кДж/кг.

Середня різниця температур визначається по середнелогарифмічеськой залежності:

$$Dt_{cp} = \frac{Dt_{\bar{o}} - Dt_m}{2.3 \ln \frac{Dt_{\bar{o}}}{Dt_m}} = \frac{55 - 20}{2.3 \ln \frac{55}{20}} = 34,5 \text{ } ^\circ\text{C},$$

Тоді поверхня теплообміну буде рівна:

$$F = \frac{1210 \cdot 10^3}{400 \cdot 34,5} = 88 \text{ м}^2$$

За галузевим стандартом. ОСТ-96-02-434-72 приймається випарник конденсатор типу ІКТН (випарник кожухотрубчасті з нерухомими ґратами і жорстким кожухом), який має наступну характеристику.

Діаметр кожуха $D = 1000\text{мм}$;

Число ходів $Z = 2$;

Діаметр труб $\text{п}_T = 25 \cdot 2 \text{ мм}$;

Шаг труб 32 мм ;

Довжина труб $H = 6,0 \text{ м}$.

Число труб в пучку, шт 241

Діаметр розподільної камери трубного пучка:

$$D_K = D' + 4d_H$$

Де D' -діаметр окружності, описаної навколо найбільшою шестикутника, м. $d_H = 0,02 \text{ м}$ - зовнішній діаметр трубки.

Тоді

$$D' = D_K - 4d_H$$

$$D' = 0,6 - 4 \cdot 0,025 = 0,5 \text{ м}$$

Число трубок, що розміщуються на діагоналі найбільшого шестикутника знаходиться з формули:

$$D' = s(b - 1)$$

де $s = 0,032 \text{ м}$ - крок трубок.

									Лист
									40
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					

Тоді

$$b = \frac{D\phi}{s} + 1 = \frac{0.5}{0.032} + 1 = 17$$

Число шестикутників, на яких розміщені трубки

$$x = \frac{b-1}{2} = \frac{17-1}{2} = 8$$

Загальна кількість трубок в пучку при одному ході $N_1=721$.

У двоходовому пучку - трубок буде менше на стільки, скільки їх слід прибрати з діагоналі найбільшого шестикутника, по які розташується перегородка в розподільній камері.

$$N = N_1 - b = 721 - 17 = 704$$

Отже, число трубок в одному ході пучка:

$$N = \frac{N}{2} = \frac{704}{2} = 352$$

Поверхня теплообміну апарату складе:

$$F_1 = N\pi d_{\text{н}} l$$

$$F_1 = 352 \cdot 3.14 \cdot 0.025 \cdot 6 = 646 \text{ м}^2$$

Розрахункове число апаратів потрібно установити:

$$n = \frac{F}{F_1} = \frac{88}{646} \gg 1$$

Коефіцієнт тепловіддачі від пари газів, що конденсуються.

$$\alpha_1 = C \cdot \left(\frac{r \cdot \rho^2 \cdot \lambda^3 \cdot g}{\mu_{\text{ж}} \cdot l \cdot \Delta t_{\text{кон}}} \right)^{0.25}$$

де C - коефіцієнт залежить від положення труб у трубному просторі, для горизонтального конденсатора $C = 0,72$;

g – теплота пароутворення

l – характерний розмір, для горизонтальних труб $l = d_{\text{вн}}$;

r – теплота пароутворення сировини $r = (I_{\text{еп}} - I_{\text{сж}})$.

$\Delta t_{\text{кон}}$ – перепад температур у плівці конденсату;

									Лист
									41
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					

$$\Delta t_{\text{кон}} = t_{\text{кон}} - t_{\text{ст}},$$

де $t_{\text{ст}}$ – температура стінки теплообмінної труби.

Коефіцієнт тепловіддачі від стін теплообмінних труб до киплячого пропану визначимо за формулою

$$\alpha_2 = \frac{b^3 \cdot \lambda_{\text{ж}}^2 \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot \Delta t_{\text{кип}}^2}{\mu_{\text{ж}} \cdot \sigma_{\text{ж}} \cdot (273 + t_{\text{кип}})}$$

де $\lambda_{\text{ж}}$ – теплопровідність рідкого пропану;

$\rho_{\text{ж}}$ – густина рідкого пропану;

$\mu_{\text{ж}}$ – динамічна в'язкість рідкого пропану;

$\sigma_{\text{ж}}$ – поверхневий натяг пропану;

$$\Delta t_{\text{кип}} = t_{\text{ст}2} - t_{\text{кип}},$$

$t_{\text{ст}2}$ – температура стінки теплообмінної труби з боку киплячого пропану;

$t_{\text{кип}}$ – температура кипіння пропану.

b - безрозмірний коефіцієнт;

$$b = 0,075 + 0,75 \left(\frac{\rho_n}{\rho_{\text{ж}} - \rho_n} \right)^{2,31}$$

Оскільки коефіцієнт тепловіддачі від пари пропану, що конденсуються, залежить від різниці температур конденсату і стінки, а коефіцієнт тепловіддачі від труб до киплячого пропану залежить від різниці температури теплообмінної стінки і киплячого пропану - то тепловий розрахунок апарату повинен проводитися шляхом підбору температури стінки з боку пари, що конденсується, сторони киплячої рідини шляхом послідовних наближень.

Для цього визначимо питомий тепловий потік із рівняння

$$q = \alpha_1 \cdot (t_{\text{кон}} - t_{\text{см}1}) = \frac{t_{\text{см}1} - t_{\text{см}2}}{r_{\text{з}1} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + r_{\text{з}2}} = (t_{\text{см}2} - t_{\text{кип}}) \cdot \alpha_2$$

де $r_{\text{з}1}$ і $r_{\text{з}2}$ – відповідно термічне забруднення стінки з боку конденсується пари і повітря;

$\delta_{\text{ст}}$ - товщина алюмінієвої стінки;

						Лист
					XI.T.00.00.00.ПЗ	42
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

c_T – теплопровідність теплообмінної стінки;

тоді

$$\alpha_1 = 0,72 \cdot \left(\frac{(398,14 \cdot 10^3 \cdot 495^2 \cdot (11,3 \cdot 10^{-2})^3 \cdot 9,81)^{0,25}}{8,5 \cdot 10^{-5} \cdot 0,025 \cdot \Delta t_{кон}} \right) = \frac{4445}{\Delta t_{кон}^{0,25}}$$

$$b = 0,075 + 0,75 \left(\frac{3,75}{495 - 25,6} \right)^2 = 0,102$$

$$\alpha_2 = \frac{0,102^3 \cdot (12,1 \cdot 10^{-2})^2 \cdot 495 \cdot \Delta t_{кон}^2}{1,75 \cdot 10^{-4} \cdot 13,8 \cdot 10^{-3} \cdot (273 - 30)} = 1378 \cdot \Delta t_{кон}^2$$

Підставивши наведені значення рівняння питомого теплового потоку отримаємо

$$q = 4445 \cdot (t_{кон} - t_{cm})_{кон}^{0,75} = \frac{t_{cm1} - t_{cm2}}{4 \cdot 10^{-4} + \frac{0,002}{45} + 3 \cdot 10^{-4}} = (t_{cm2} - t_{кон})^2 \cdot 1378$$

$$q = 4445 \cdot (t_{кон} - t_{cm1})_{кон}^{0,75} = \frac{t_{cm1} - t_{cm2}}{4,5 \cdot 10^{-4}} = (t_{cm2} - t_{кон})^2 \cdot 1378$$

$$q = 4445 \cdot (250 - t_{cm1})^{0,75} = \frac{t_{cm1} - t_{cm2}}{4,5 \cdot 10^{-4}} = (t_{cm2} - 243)^2 \cdot 1378$$

Вирішуємо отримане рівняння шляхом підбору значень t_{cm1} . Результати розрахунку за цим рівнянням наведено у таблиці 2.6

Таблиця 2.6 Результати розрахунку коефіцієнта тепловіддачі від пари, що конденсується, до стінки труби

Параметр, одиниця виміру	Результати чотирьох розрахунків			
	1	2	3	4
q , Вт/м ² (приймаємо)	10000	15000	20000	25000
α_1 , Вт/(м ² ·°C)	2750	2750	2750	2750
$\alpha_2 = 1,66 q^{2/3}$, Вт/(м ² ·°C)	770	1010	1220	1410
K , Вт/(м ² ·°C)	484	570	633	682
$\Delta t_{cp} = \frac{q}{K}$, °C	20,6	26,2	31,6	36,6

З останнього рядка таблиці 1.6 отримуємо

$$q = 25000 - \frac{(25000 - 2000)}{(36,6 - 34,5)} = 22900 \text{ Вт/м}^2$$

$$K_{\text{вип}} = \frac{q_{\text{ср}}}{\Delta t_{\text{ср}}} = \frac{22900}{34,5} = 660 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{С}}$$

$$F = \frac{1210 \cdot 10^3}{22900} = 53 \text{ м}^2$$

Діаметр штуцерів d , м, теплообмінного апарату для підведення-відведення теплоносіїв:

$$d = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4G}{\pi \rho w}}$$

де V і G – об'ємний та масовий витрати рідини або пари відповідно, $\text{м}^3/\text{с}$ та $\text{кг}/\text{с}$;

ρ – щільність потоку середовища, $\text{кг}/\text{м}^3$

w – швидкість закінчення середовища, $\text{м}/\text{с}$.

Рекомендовані швидкості руху теплоносіїв (відповідно до [2-4]):

для рідин 0,1...0,5 м/с при самопливі та 0,5...2,5 м/с у напірних трубопроводах;

для пари 20...40 м/с;

для газів 5...15 м/с.

Діаметр штуцера для введення холодного теплоносія рідкого пропану дорівнює

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 13875}{3600 \cdot 3,14 \cdot 445 \cdot 1,5}} = 0,086 \text{ м}$$

Відповідно до ГОСТ 14248-79 приймаємо для штуцера введення та відведення рідкого пропану $D_y = 100$ мм.

Діаметр штуцера для відведення парів пропану

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 13875}{3600 \cdot 3,14 \cdot 2,3 \cdot 30}} = 0,267 \text{ м}$$

Відповідно до ГОСТ 14248-79 приймаємо два штуцера для відведення парів пропану по $D_y = 150$ мм.

						Лист
					XI.T.00.00.00.ПЗ	44
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		

Для введення сирих газів

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 34000}{3600 \cdot 3,14 \cdot 35,6 \cdot 10}} = 0,184 \text{ м}$$

Відповідно до ГОСТ 14248-79 приймаємо для введення сирих газів $D_u = 200$ мм.

Діаметр штуцера для відведення охолодженого газу

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 34000}{3600 \cdot 3,14 \cdot 35 \cdot 20}} = 0,131 \text{ м}$$

Приймаємо штуцер $D_u=150$, що відповідає значенню згідно з ГОСТ 14248-79

З метою підвищення рівня уніфікації та стандартизації для відведення конденсату приймемо патрубків аналогічний патрубку введення гріючої пари. Також це відповідає ГОСТ 14248-79. Це дозволить спростити виготовлення та збирання теплообмінника при монтажі, а також при подальших ремонтах.

Для забезпечення уніфікації обладнання приймемо штуцер для відведення рідкого етану аналогічний штуцеру підведення парів етану $D = 150$ мм.

2.5 Гідравлічні розрахунки

Гідравлічний опір трубного і міжтрубного простору випарника визначити коректно неможливо тому, що при протіканні теплообмінних процесів відбувається зміна агрегатного стану теплоносіїв: у трубному просторі відбувається конденсація пари. Що створює перепад тиску на вході та виході їх апарату, а відповідно рушійну силу.

Протилежно трубному простору, міжтрубному відбувається закипання рідини в результаті якого обсяг пропану значно збільшується, що також дає перепад тисків всередині апарату і на виході і створює відповідну рушійну силу.

Для гідравлічного розрахунку такої системи (і подачі парів та відведення парів пропану) необхідно знати параметри всієї технологічної лінії:

									Лист
									45
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					

XI.T.00.00.00.ПЗ

висотні позначки, на яких розташоване обладнання, обсяг системи, що в рамках даної курсової роботи неможливо.

2.6 Вибір допоміжного обладнання

Для забезпечення сталої роботи холодильної установки при коливаннях теплового навантаження, зміни температури навколишнього середовища, роботи установки при відключених компресорах необхідно мати запас робочого тіла в рідкому стані, що забезпечить роботу випарника, а відповідно й установки загалом. Також для уникнення захлинування випарника рідиною, необхідно передбачати скидання надлишків рідини. Для цього холодильна установка оснащується допоміжним ємнісним обладнанням – ресиверами. Також ресивери виконують роль масловідділювачів та сепараторів повітряно-аміачної суміші. Олія потрапляє у робоче тіло зі стінок циліндрів компресорів. Попадання мала на стінки теплообмінних поверхонь, знижує ефективність теплообміну, що викликає необхідність постійного видалення масла з об'єму робочого тіла холодильного контуру. Повітря потрапляє в холодильну систему з картера компресора на такті всмоктування через ущільнення циліндра та поршня, при заповненні контурів робочим тілом, а також підживлення системи робочим тілом. Наявність повітря призводить до виникнення повітряних пробок, втрат енергії на стиснення бульбашок повітря тощо.

Масло збирається в нижній частині ресивера і відводиться через нижній штуцер в маслоотделитель, де проводиться більш ретельне поділ суміші олії та робочого тіла. Рідкий пропан повертають у холодильний контур, а мало відправляють на регенерацію. Повітряно – пропанова суміш збирається у верхній частині ресивера і з неї перетікає у повітровідділювач. У повітровідділювачі пари пропану конденсуються, за рахунок кипіння рідкого пропану в іншій порожнині, а повітря відводиться у смолоскипну лінію.

Вибір ресивера виробляємо з розрахунку забезпечення 30 хв роботи випарника рахунок рідкого пропану, що у ресивері.

									Лист
									46
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					

Витрата пропану $G_{\text{п}} = 13875/3600 = 3,85$ кг/с.

Тоді півгодинний запас пропану складе

$$V = (G_{\text{п}} \cdot \tau) / \rho_{\text{п}}$$

$$V = (3,85 \cdot 1800) / 445 = 15,75 \text{ м}^3$$

Максимальний рівень заповнення ємнісного обладнання за рекомендаціями [Кувшинський] становить 85%.

Тоді необхідний обсяг ресиверів складе

$$V_{\text{р}} = 15,75 / 0,85 = 18,5 \text{ м}^3$$

Схемою передбачено 2 ресивери, один з яких забезпечує збирання сконденсованого пропану з конденсатора, а другий збір надлишок рідкого пропану з випарника. Тоді приймаємо два ресивери об'ємом 12 м^3 кожен і загальною ємністю 24 м^3 .

Виконаємо розрахунок відцентрового насоса для подачі пропану в теплообмінник.

Витрата сировини

$$V = \frac{3,85}{445 \cdot 0,735} = 0,012 \text{ м}^3$$

Геометрична висота підйому 2 м. Довжина трубопроводу на лінії всмоктування 3 м, на лінії нагнітання 10 м. На лінії всмоктування встановлений один нормальний вентиль, на лінії нагнітання - один нормальний вентиль і дросельна заслінка, є також два коліна під кутом 90° . Прийmemo швидкість сировини у всмоктуючому і нагнітальному трубопроводах однаковою, рівною 1 м/с. Тоді діаметр трубопроводу

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \omega}},$$

де ω - швидкість пропану, м / с;

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,012}{3,14 \cdot 2}} = 0,087 \text{ м}$$

Приймаємо трубопровід зі сталі марки 12X13, діаметром 100×3 мм.

						Лист
						47
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата	XI.T.00.00.00.ПЗ	

3 ПРОЕКТНО-КОНСТРУКТОРСЬКА ЧАСТИНА

3.1 Вибір конструкційних матеріалів

При виборі конструкційних матеріалів основні деталі проектного апарату враховуються такі його найважливіші властивості: міцнісні характеристики, жаростійкість і жароміцність, корозійна стійкість при агресивному впливі середовища, фізичні властивості, технологічні характеристики, мала схильність до старіння, склад і структура матеріалу, вартість і можливість його отримання, наявність стандарту або затверджених технічних умов на його постачання (техніко-економічні показники)

Вибір конструкційних матеріалів основні деталі проектного апарату здійснюється відповідно до рекомендаціями ([1], розд.1).

Сталь 16ГС ГОСТ 19282. Замінники: Сталь 17ГС, Сталь 15ГС, Сталь 20Г2С, Сталь 20ГС, Сталь 18Г2С.

Призначення: виготовлення фланців, корпусу, деталей, що працюють за температури $-40...+475$ 0С під тиском; зварних металоконструкцій, що працюють за температури до -70 0С.

Вид поставки (сортамент): листовий прокат (лист товстий г/катаний ГОСТ 19903, лист тонкий х/катаний ГОСТ 19904, смуга ГОСТ 103), труби (труба електрозварювальна квадратна ТУ 14-105-566, труба електрозварювальна прямокутна ТУ0 566).

Основні фізико-механічні властивості:

модуль пружності E, МПа	200000
модуль зсуву G, МПа	77000
густина ρ , кг/м ³	7850
межа міцності σ_B , МПа, щонайменше.....	305
межа плинності σ_T , МПа, щонайменше	175
відносне звуження ψ , %	51

Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата

XI.T.00.00.00.ПЗ

Лист

50

листовий прокат (лист товстий г/катаний ГОСТ 19903, лист тонкий х/катаний ГОСТ 19904, лист тонкий х/катаний оцинкований ГОСТ 19904, смуга ГОСТ 103),

стрічки (стрічка х/катана з вуглецевої конструкційної сталі ГОСТ 2284, стрічка х/катана з низьковуглецевої сталі ГОСТ 503, стрічка х/катана пакувальна ГОСТ 3560),

дріт (дрот низьковуглецевий якісний ГОСТ 792, дріт х/тягнутий термічно необроблений ГОСТ 17305, дріт х/тягнутий для холодної висадки ГОСТ 5663),

профільний прокат (швеллер г/катаний ГОСТ 8240, куточок г/катаний рівнополочний ГОСТ 8509, куточок г/катаний нерівнополочний ГОСТ 8510, балка двотаврова г/катана ГОСТ 8239),

труби (труба водогазопровідна ГОСТ 3262, труба безшовна холодно- та теплодеформована ГОСТ 8734, труба безшовна гарячедеформована ГОСТ 8732, труба безшовна квадратна ГОСТ 8639, труба безшовна прямокутна ГОСТ 8645, труба 004 -566, труба електрозварювальна прямокутна ТУ 14-105-566), сітки (сітка тканина ГОСТ 3826).

сновні фізико-механічні властивості:

модуль пружності E, МПа	200000
модуль зсуву G, МПа	74000
густина ρ , кг/м ³	7850
межа міцності σ_B , МПа, щонайменше.....	420
межа плинності σ_T , МПа, щонайменше	250
відносне звуження ψ , %	40
відносне подовження δ , %	16
твердість по Брінеллю, НВ	156
твердість за Роквеллом (поверхнева), HRC	60

Зварюваність: зварюється без обмежень, крім хімічно-термічно оброблених деталей.

									Лист
									52
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата					

XI.T.00.00.00.ПЗ

Пароніт ПОН (ПОН-1) ГОСТ 481.

Призначення: виготовлення неметалічних матеріалів для ущільнення роз'ємів фланцевих з'єднань апарату.

Основні фізико-механічні властивості:

густина ρ , кг/см³ 1,6-2,0

умовна міцність при розриві в поперечному напрямку, кгс/см², не менше..... 60

3.2 Розрахунки на міцність та стійкість

Розрахунковий тиск у корпусі апарату – 0,15 МПа.

За розрахункову температуру приймаємо максимально можливу температуру в робочому стані випарника, але не менше ніж 30°C.

Розрахункова схема обичайки представлена рисунку 3.1

Розрахункова (номінальна) товщина стінки визначається за такою формулою:

$$s_p = \frac{p \cdot D}{2 \cdot \phi \cdot [\sigma] - p},$$

де D - внутрішній діаметр обичайки корпусу,

$$s_p = \frac{0,15 \cdot 1000}{2 \cdot 0,9 \cdot 195 - 0,15} = 0,428$$

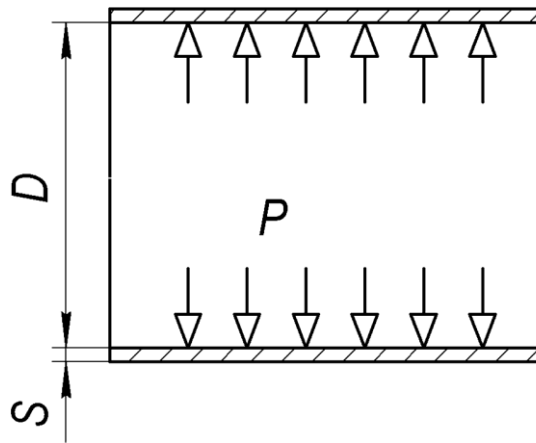


Рисунок 3.1 – Розрахункова схема обичайки

Тоді товщина обичайки корпусу з урахуванням збільшення на корозію і ерозію дорівнюватиме.

$$S = S_p + c$$

$$S = 0,43 + 1,5 = 1,93$$

По ДСТУ 3-17-191-2000 мінімальна товщина корпусу для теплообмінного апарату при діаметрі корпуса 1600мм має бути не менше ніж 6 мм.

Відповідно до ГОСТ 19903-74 виготовлення корпусу апарату приймає лист товщиною 6мм.

Розрахунок товщини стінки еліптичної кришки

Прийmemo коефіцієнт міцності зварних швів $\varphi = 0,9$ (ручне дугове електрозварювання), напруга для сталі 16ГС при $t = 30^\circ \text{C}$ [6]

$$\sigma = 195 \text{ МПа.}$$

Тиск в міжтрубному просторі

$$p = 0,15 \text{ МПа.}$$

Для листового матеріалу допустима напруга

$$[\sigma] = \eta \cdot \sigma = 1 \cdot 195 = 195 \text{ МПа.}$$

Розрахункова схема днища приведена на рис. 3.2

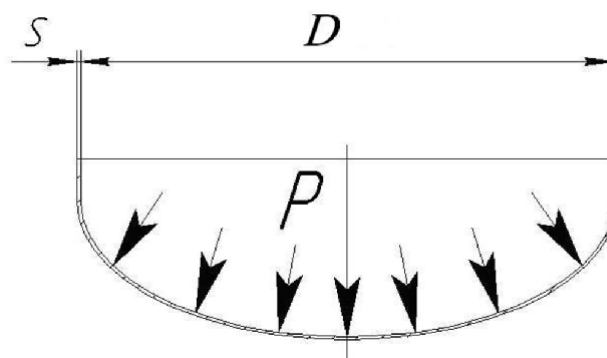


Рисунок 3.2 - Розрахункова схема днища еліптичного

Розрахункова товщина стінки кришки

$$s_p = \frac{0,15 \cdot 1000}{2 \cdot 0,9 \cdot 195 - 0,15} = 0,428 \text{ мм.}$$

Прийmemo надбавку до розрахункової товщині за весь термін служби (15 років) апарату $c = 3,0$ мм, тоді виконавча товщина стінки кожуха

$$c = 0,03 \times 15 = 0,45 \text{ мм}$$

$$S = S_p + c$$

$$S = 0,43 + 1,5 = 1,93$$

Приймаємо $s = 6,0$ мм.

Розрахунок зміцнення стінок у зоні отворів

Корпус апарату, днище, кришка забезпечуються необхідною кількістю штуцерів для підключення його до технологічних ліній, огляду і ремонту апарату і тому подібне. Отвори не тільки зменшують площу матеріалу корпусу або днища, що несе, кришки, але і викликають високу концентрацію напруги поблизу краю отвору.

Приймаємо конструктивно на корпусі апарату отвор:

- $D_y = 300$ мм – люк для огляду внутрішніх устроїв.

Люк 2-300-16-33 ОСТ 26-2004-77.

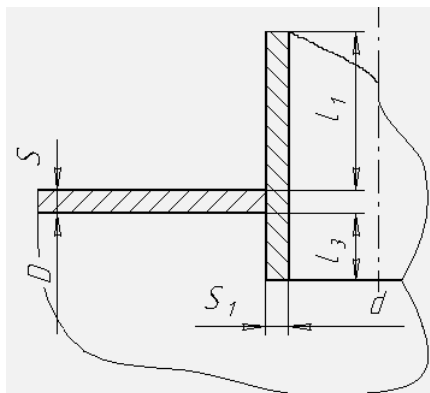


Рисунок 3.3 – Ескіз зміцнення отвору.

						XI.T.00.00.00.ПЗ	Лист
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата			55

Маса фланця з ґратами

$$m_{\phi} = \frac{\pi \cdot D_{\phi}^2}{4} \cdot h_{\phi} \cdot \rho$$

$$m_{\phi} = \frac{3,14 \cdot 1,12^2}{4} \cdot 0,1 \cdot 7860 = 774 \text{ кг},$$

де D_{ϕ} - зовнішній діаметр фланця, h_{ϕ} - висота фланця.

Обсяг міжтрубного простору

$$V_m = f_{\text{мтр}} \cdot l$$

$$V_m = 0,735 \cdot 6 = 4,41 \text{ м}^3.$$

При коефіцієнті заповнення $\varphi = 0,7$ маса пропану

$$m_T = V_m \cdot \rho_T \cdot \varphi$$

$$m_m = 4,41 \cdot 445 \cdot 0,7 = 1374 \text{ кг}.$$

Сила тяжіння апарату в робочому стані

$$G = g \cdot (m_k + 2 \cdot m_{\text{кр}} + m_{\text{тр}} + 2 \cdot m_{\phi} + m_T)$$

$$G = 9,81 \cdot (1094 + 2 \cdot 78 + 1642 + 2 \cdot 774 + 1374) = 57035 \text{ Н} = 57 \text{ кН}.$$

Приймаємо кількість опор $n = 2$ шт.

Навантаження на одну опору

$$Q = \frac{G}{n}$$

$$Q = \frac{57}{2} = 28,5 \text{ кН}.$$

Вибираємо опору з допустимим навантаженням $Q = 50 \text{ кН}$.

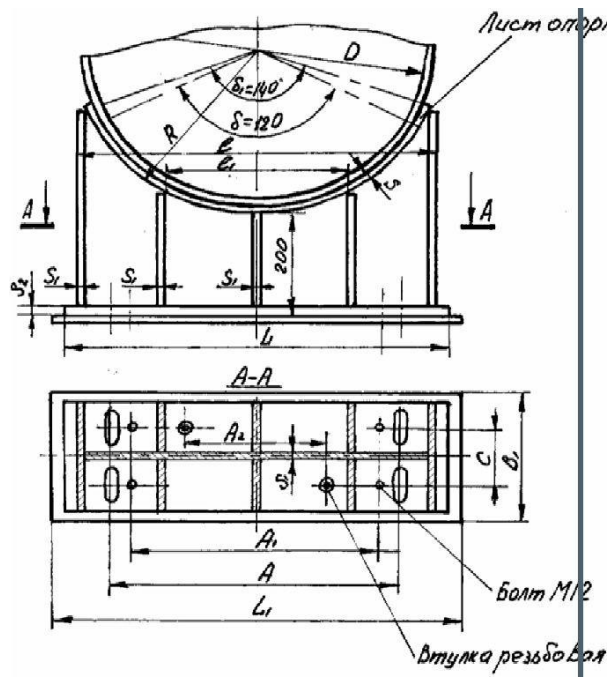


Рисунок 3.4 - Схема опори

Вибираємо сідлову опору типу 1 з допустимим навантаженням $Q = 60$

кН. Опора 60-530-1 ОСТ 26-1665-75

60-530-1 ОСТ 26-1665-75ення опори: Опора 60-530-1 ОСТ 26-1665-75

						Лист
					<i>XI.T.00.00.00.ПЗ</i>	
Изм.	Лист	№ докум.	Подпись	Дата		58

4. БУДІВЕЛЬНО-МОНТАЖНА ЧАСТИНА

4.1 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання

Вибираємо відкритий варіант компоновки – обладнання розміщується на відкритому майданчику, що зменшує капітальні витрати на виробництво, зменшує загазованість і вплив теплових виділень, вибухо- та пожежобезпечність, покращує умови роботи устаткування, полегшує доступ до важкого обладнання, а також забезпечує гарну вентиляцію. Ми вибрали такий варіант компоновки у зв'язку із зазначеними вище перевагами, а також із урахуванням його масопотоків (газових та рідинних), мас і габаритних розмірів різних типів обладнання, специфіки технологічного обладнання (вибухо- і пожежонебезпека, токсичність, нечутливість до умов навколишнього середовища тощо).

Компоновку основного технологічного обладнання проводять так, щоб обслуговування усієї технологічної схеми було максимально зручним, швидким і ергономічним.

Вимоги до розміщення обладнання на відкритих майданчиках:

1. При розміщенні обладнання необхідно передбачити проходи, які забезпечать безпечне обслуговування обладнання, рух людей і транспорту, а також зручний механізм очищення робочих поверхонь обладнання. Проходи між найбільш виступаючими частинами обладнання беруться не менше 1 м.

2. Технологічне обладнання, яке створює на робочих місцях вібрацію і шум рекомендують встановлювати на спеціальних фундаментах і амортизаторах.

3. Розміщення обладнання починають із виділення груп апаратів, об'єднаних певними ознаками.

Одним із найбільш важливих і важких етапів проектування є розробка схеми трубопроводів. Вихідними даними для завдання трасування є фізико-хімічні властивості речовин, що транспортуються, дані з етапу розрахунку апаратного оформлення процесу (число і тип апарату), дані, які отримані в результаті рішення задачі розміщення.

					XI.Т.00.00.00 ПЗ	Лист
						59
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Групи трубопроводів:

I – трубопроводи для пожежо- і вибухонебезпечних агресивних і токсичних речовин незалежно від тиску і температури;

II – трубопроводи для продуктів, які мають низьку корозійну, токсичну і вогнебезпечну активність, а також трубопроводи для лугів;

III – усі інші трубопроводи.

Пряму прокладку, так мовити «від штуцера до штуцера», слід допускати лише у виняткових випадках (коли поява зайвого коліна може викликати вібрацію і т. ін..). Шлемові труби (тобто самі верхні труби, які виходять із шолома апарату) необхідно прокладати з таким розрахунком, щоб:

- по-перше, вони по найкоротшій відстані прямували до наступного апарату;
- по-друге, вони не повинні перетинати обслуговуючі майданчики апарату.

Правила трасування трубопроводів:

1. Трубопроводи треба розміщувати одним пучком, перетин яких має просту форму (горизонтальні або вертикальні ряди), на такій відстані один від одного і від будівельних конструкцій, яка забезпечить можливість обслуговування фланцевих з'єднань та інших пристроїв.

2. Гарячі трубопроводи розміщують на відстані 3–5 діаметрів труби. Якщо трубопровід працює при температурі вище 20°C і має значну довжину, то необхідно передбачити на ньому П-подібні ділянки для компенсації температурних напружень.

3. Для запобігання гідравлічних ударів необхідно на довгих трубопроводах забезпечити відведення рідини з мішків. На газопроводах необхідно передбачити дренажні трубки діаметром 20–40 мм для відведення конденсату.

4. При необхідності трубопроводи теплоізолюються.

Для забезпечення найменших гідродинамічних втрат при проектуванні і монтажу необхідно виконувати такі основні вимоги:

- відсутність зайвих поворотів траси;
- використання випрямлення траси з метою зменшення її довжини і кутів повороту;

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

- установка трійників таким чином, щоб головний потік середовища проходив трійник без повороту;
- відсутність високих коефіцієнтів опору засувок (засувки зі звуженим проходом); у разі вимушеного застосування таких засувок необхідно до і після таких засувок мати прямі ділянки (до засувки 10–12 діаметрів, після неї – не менше 5 діаметрів труби), щоб уникнути різкого підвищення гідродинамічних втрат;
- при великих швидкостях середовища в напірних патрубках насосів (досягаючих 5–7 м/с) відразу за патрубком повинен встановлюватися перехід на більший діаметр, а потім зворотний клапан і засувка;

при розгалуженні трубопроводу на два меншого діаметру повинен використовуватися трійник, діаметр якого дорівнює діаметру трубопроводу, що підводять.

4.2 Проведення монтажних та ремонтних робіт основного технологічного обладнання

Технологія монтажу. Монтажні роботи є складовою частиною загального процесу будівництва підприємства або одного з його об'єктів. Монтаж обладнання на хімічних і нафтохімічних заводах проводиться як при будівництві нових об'єктів, так і при реконструкції та ремонті діючих. В останніх двох випадках монтажу передують демонтаж обладнання.

Монтажні майданчики оснащують необхідними вантажопідійомними механізмами і пристосуваннями. Це найчастіше канати, троси, стропи, блоки й поліспасти, різні талі і лебідки, а також вантажопідійомні машини і механізми. Такелажні засоби повинні бути простими у виготовленні, зручними для транспортування, монтажу, перестановки і демонтажу і, звичайно ж, безпечними в роботі.

Монтаж теплообмінних апаратів повинен, як правило, проводитися в максимальному зібраному вигляді з встановленими вузлами трубопроводів і металоконструкціями каркасів. До установки в проектне положення апарат піддають гідравлічному випробуванню на міцність. При цьому окремо випробовують міжтрубний (при знятих кришках) і трубний простір.

					XI. T.00.00.00 ПЗ	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		61

Перед затягуванням гайок зробити ретельний огляд привалочних поверхонь фланців: риси, забоїни і ін. дефекти на цих поверхнях не допускаються. Необхідно перевірити розміри і стан прокладок на відповідність їх розмірам привалочних поверхонь фланців. Далі перевірити правильність установки прокладок, переконатися в наявності повного комплекту шпильок в отворах фланців і в тому, що прокладки увійшли в пази, призначені для них. Неповний комплект шпильок або перекіс фланців не допускається.

Теплообмінники з трубною системою володіють підвищеною надійністю, що дозволяє їм функціонувати без збоїв протягом довгих років. Але не варто забувати, що планове технічне обслуговування просто необхідно для профілактики поломок. Циркулюючий теплоносій з часом засмічує тонкі стінки трубок, осідаючи на них і перешкоджаючи вільному потоку. Уникнути передчасного виходу обладнання з ладу і зберегти енергоефективність дозволить регулярне чищення трубок корпусу. Завдяки систематичній промиванні можливо довгострокове підтримання робочих параметрів в нормі. Безпосередньо ж ремонт кожухотрубних теплообмінників в більшості випадків необхідний лише у разі надмірного зносу обладнання.

Найбільш поширеними дефектами теплообмінників є:

1) Виривання трубок з трубних решіток. Дана проблема зазвичай виникає через нерівномірне розширення трубок і корпусу. Варіанти вирішення:

- зачистка місця розриву і обварка трубки заново;
- висвердлювання трубки і установка нової труби;
- зачистка і заварювання (заглушка) трубки.

Якщо встановлюються заглушки на дефектні трубки, необхідно враховувати, що опір даної траси зростає, а також трохи погіршується теплообмін. Зазвичай теплообмінники розраховують таким чином, щоб без сильного впливу на технологічний процес можна було заглушити до 10% трубок. У кожному разі це питання треба вивчати окремо.

					<i>XI.T.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		63

Нерідко при виникненні наскрізної корозії найбільш ефективним шляхом є просто заміна трубного пучка (виготовлення нового трубного пучка). Це особливо актуально, якщо повторний дефект виник швидко після першої поломки.

3) Наскрізна корозія корпусу або камер. Дана проблема, також як і наскрізна корозія трубок, зазвичай виникає або через тривале використання теплообмінника і безпосередню корозію, або при невірно підбраному матеріалі трубок. Варіанти вирішення:

- підварювання або установка заплатки;
- виготовлення нової камери (корпусу).

4) Засмічення у трубках або у міжтрубному просторі. Ця проблема може виникнути в тому випадку, якщо один з теплоносіїв НЕ фільтрується належним чином, або якщо відбувається поява природного нагару (при роботі з вихлопними газами). Варіанти вирішення:

- механічне очищення;
- хімічне очищення.

У тому випадку, якщо засмічення відбувається через відсутність належної фільтрації середовищ, рекомендується установка необхідних фільтрів. У тому випадку, якщо відбувається поява нагару, швидше за все, це обумовлено технологічними моментами. В такому випадку треба визначати, коли відбувається чергове засмічення теплообмінника (вимірювання температури або протитиску) і чистити його.

Подібні роботи слід проводити на місці експлуатації. У разі необхідності, фахівці повинні виїхати на місце і провести цю роботу, але в більшості випадків ці операції проводить експлуатаційний персонал.

5) Покриття вапном (накипом) або іншими відкладеннями у міжтрубному просторі або самих трубок. Ця проблема може виникнути в тому випадку, якщо один з теплоносіїв є рідина (вода) з невідповідним для даного процесу хімічним складом (наприклад, надмірно мінералізована). Варіанти вирішення: очистка за допомогою спеціальних хімічних засобів.

					XI. T.00.00.00 ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		65

У разі появи великого шару мінеральних відкладень (накипу) хімічне очищення може бути неефективним. В такому випадку трубний пучок не підлягатиме ремонту і буде необхідно виготовити новий трубний пучок.

Дефектні штуцера і трубні решітки при досягненні максимальних величин зносу і прогину замінюються.

Свищі і тріщини усуваються шляхом заварки або постановкою накладок з попереднім видаленням дефектної ділянки.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		66

5. АВТОМАТИКА ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ

5.1 Аналіз рівня автоматизації ректифікаційних установок

Процес атмосферної переробки вуглеводневої сировини відбувається безпосередньо в ректифікаційній колоні. Розглянемо більш детально схеми автоматизації процесу ректифікації. Процес ректифікації відноситься до основних процесів нафтопереробної промисловості. Основним показником його ефективності є склад кінцевого продукту (вміст у ньому цільових компонентів). У залежності від технологічних особливостей процесу цільовим кінцевим продуктом може виступати як дистиллят, так і кубовий залишок. Саме підтримка постійного складу цільового продукту і є метою керування. Склад іншого продукту при цьому може коливатися в певних межах, внаслідок зміни складу вихідної суміші.

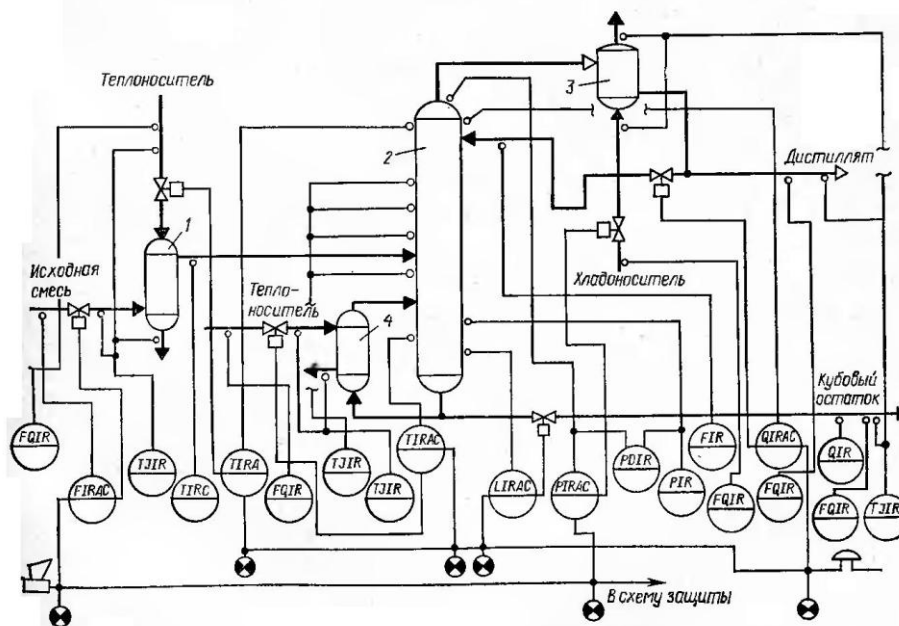


Рисунок 5.1 – Типова схема автоматизації процесу ректифікації:

1 – теплообмінник вихідної суміші; 2 – ректифікаційна колона;

3 – дефлегматор; 4 – кип'ятильник

Ректифікаційна установка є досить складним об'єктом керування зі значним часом запізнювання (наприклад, в окремих випадках, вихідні параметри процесу

Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата

XI.T.00.00.00 ПЗ

Лист

67

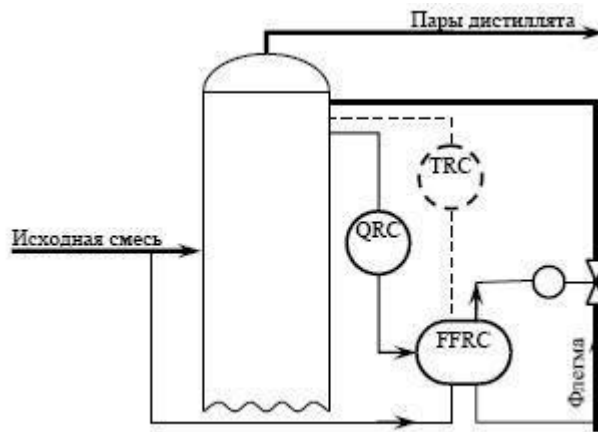


Рисунок 5.3 – Застосування регулятора співвідношення витрат вихідної суміші і флегми з корекцією за складом

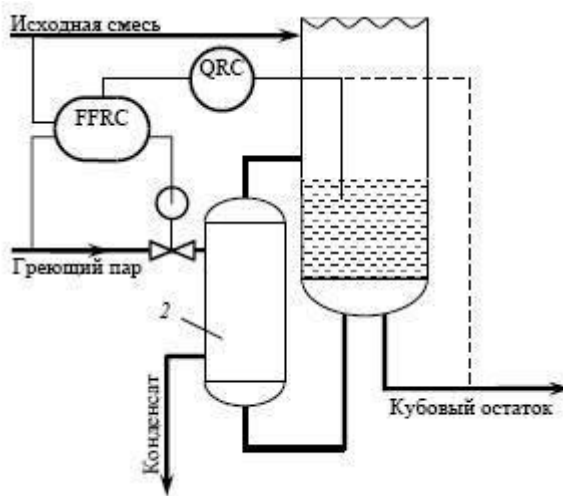


Рисунок 5.4 – Застосування регулятора співвідношення витрат вихідної суміші і грючої пари з корекцією за складом кубового залишку

Діафрагма і виконавчий пристрій цього регулятора повинні бути встановлені до теплообмінника, оскільки після нагрівання суміші до температури кипіння в цьому теплообміннику потік рідини може містити парову фазу, що порушує роботу автоматичних пристроїв.

Велике значення для процесу ректифікації має температура вихідної суміші. Якщо суміш починає надходити в колону при температурі меншій, ніж температура кипіння, вона повинна нагріватися до цієї температури парами, що йдуть із нижньої частини колони. Конденсація парів при цьому збільшується, що порушує весь режим процесу ректифікації. Тому температуру вихідної суміші стабілізують зміною витрати теплоносія, що подається в теплообмінник.

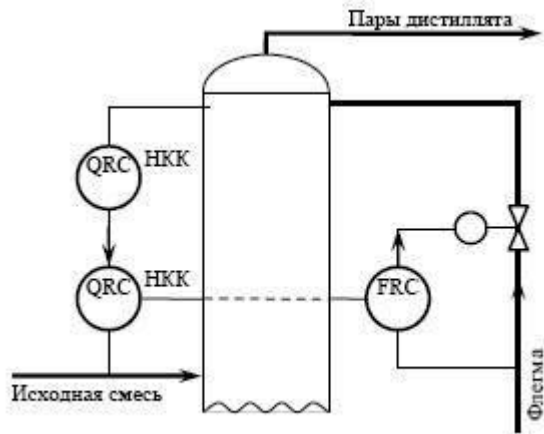


Рисунок 5.5 – Варіант схеми регулювання складу дистилляту при використанні аналізатора складу вихідної суміші

Розглянемо можливості регулювання режимних параметрів верхньої (зміцнюючої) частини ректифікаційної колони, які безпосередньо визначають склад дистилляту.

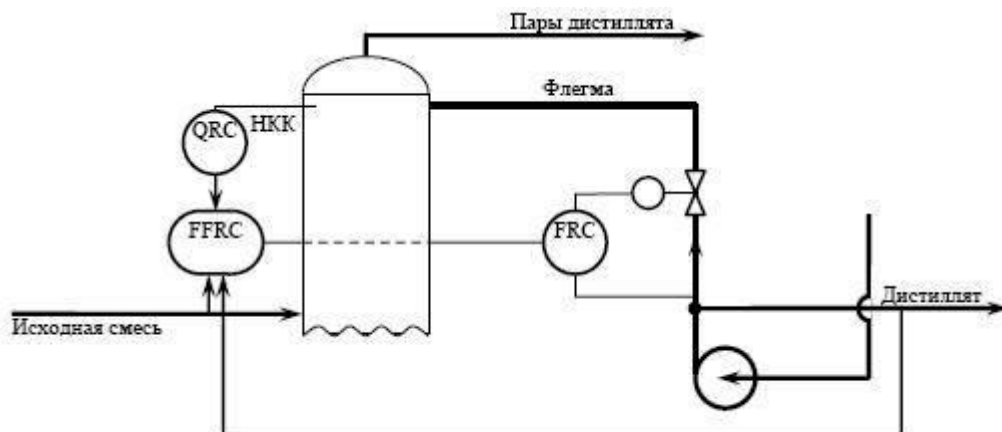


Рисунок 5.6 – Схема регулювання складу дистилляту з урахуванням зміни складу вихідної суміші

Стабілізація тиску у верхній частині колони необхідна не тільки для підтримки заданого складу цільового продукту, але і для забезпечення нормального гідродинамічного режиму колони, оскільки при зменшенні тиску може відбутися «захливання» колони (висхідний потік пари починає перешкоджати стіканню рідини по тарілках вниз), а при його збільшенні знижується швидкість парового потоку, що пов'язано зі зменшенням продуктивності всієї установки.

Порівняно просто регулювати також і концентрацію зміною витрати флегми: чим більша ця витрата, тим більше низькокиплячого компонента буде в рідині, і навпаки.

На практиці часто регулюють склад парів (а в окремих випадках і склад дистиляту) зміною витрати флегми. Регулюючий орган у всіх випадках може бути встановлений як на лінії флегми, так і на лінії дистиляту, що рівноцінно. У якості аналізаторів складу в промисловості використовують хроматографи та газоаналізатори [33].

Отже, для досягнення мети керування необхідно стабілізувати тиск і склад рідини у верхній частині колони шляхом зміни витрати холодноносія, який надходить в дефлегматор, і витрати флегми. Якість регулювання цих параметрів залежить від складу і швидкості парів, що рухаються з нижньої вичерпної частини колони і визначаються її технологічним режимом – головним чином тиском, температурою і складом рідини в кубі колони.

Необхідність стабілізації тиску парів у кубі відпадає, оскільки ректифікаційна колона має добре виражені властивості самовирівнюватися за цим параметром і регулювання тиску в зміцнюючій частині колони призведе до того, що тиск у кубі через декілька хвилин прийме певне (трохи більше, ніж вгорі колони) значення.

Цього не можна сказати про температуру рідини в кубі (як і у верхній частині колони, в кубі, крім тиску, досить регулювати лише один параметр). Зміна витрати флегми, із метою регулювання другого параметра, призводить до зміни параметрів в кубі колони лише через кілька годин. У зв'язку із цим для підтримки нормального режиму в кубі виникає необхідність незалежного регулювання одного із цих параметрів. Зазвичай, стабілізують температуру, оскільки, з одного боку, датчик температури значно простіший і надійніший, аніж аналізатори складу, а з іншого боку, якщо цільовим продуктом є дистилят, то вимоги до технологічного режиму низу колони менш жорсткі, ніж до верхньої частини. Отже, в кубі колони слід регулювати температуру.

Регулюючі дії в нижній частині колони можуть здійснюватися зміною витрат кубового залишку і теплоносія, який подається в кип'ятильник. Якщо

					XI. T.00.00.00 ПЗ	Лист
						71
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

рювання витрати. Перетворювач SITRANS F серії M Magflo – магнітоіндукційні витратоміри. Застосовуються для вимірювання витрати електропровідних рідин і суспензій.

Автоматичний контроль рівня. Гама рівнемірів SIEMENS для контролю рівня рідких і сипких середовищ втілена в сімействі SITRANS L і дозволяє знайти рішення для широкого спектра задач. Сигналізатор граничного рівня (ємнісний) Pointek CLS 200 – універсальний сигналізатор із високою хімічною стійкістю.

Автоматичний контроль тиску. Сімейство вимірювальних перетворювачів SITRANS P служить для вимірювання надлишкового, вакууметричного, абсолютного і диференціального тиску рідких, газо- і пароподібних середовищ, а також для вимірювання гідростатичного рівня рідини в ємностях. Перетворювач SITRANS P серії ZD – перетворювач надлишкового та абсолютного тиску з цифровим індикатором.

Сигналізація. Для оповіщення оперативного персоналу про відхилення технологічного процесу від норми передбачена автоматична сигналізація, що спрацьовує в наступних випадках:

- max і min витрата аміаку і води технічної;
- max і min температури теплоносіїв;
- max рівень рідини в апараті.

					<i>XI.T.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		75

6. ОХОРОНА ПРАЦІ ТА ДОВКІЛЛЯ

6.1 Аналіз небезпечних та шкідливих факторів виробництва

До завдань охорони праці на нафто- та газопереробних підприємствах відносяться:

- виявлення, ослаблення та усунення промислових небезпек і професійних шкідників;
- ліквідація причин промислових нещасних випадків і професійних захворювань працюючих;
- оздоровлення умов праці; попередження аварій, вибухів і пожеж;
- забезпечення охорони природи; захист сусідніх населених пунктів і підприємств від несприятливого і небезпечного впливу.

Велику роль при виборі способу транспортування речовин відіграє забезпечення безпеки виробництва. Так, наприклад, у вибухо- та пожежонебезпечних виробничих приміщеннях завжди, коли це можливо, транспортування забезпечують самопливом. Насосне обладнання в таких виробництвах повинно мати електродвигуни із відповідним виконанням, що значно збільшує його вартість, у той час як самопливний спосіб транспортування не вимагає енерговитрат і є найбільш безпечним.

Газоподібні речовини подаються з компресорних установок. Транспортування здійснюється під дією надлишкового тиску, створюваного компресором.

Технологічне обладнання, що створює на робочих місцях вібрацію і шум, рекомендується встановлювати на спеціальних фундаментах або амортизаторах.

На установці атмосферної перегонки нафти на переробку надходить нестабільна вуглеводнева сировина. Вуглеводневий газ є задушливим, а в суміші із повітрям при концентрації від 5 до 15 % за об'ємом вибухонебезпечний. Під час вибуху тиск в замкнутому просторі підвищується до 1 МПа. Щоб можна було визначити витік по запаху, в газ додають невелику кількість меркаптанів, що мають сильний неприємний запах.

					XI.T.00.00.00 ПЗ	Лист
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		76

Таблиця 6.2 – Вихідні дані до розрахунку захисного заземлення

Вихідні дані	
Показник	Труба
Довжина заземлювача, см	250
Діаметр заземлювача, см.	7
Ширина з'єднувальної смуги	7
Грунт N, год	Торф
Кліматична зона	II

3. Визначаються підвищувальні коефіцієнти для труб (вертикальних заземлювачів) $K_{П.Т}$ та для з'єднувальної смуги $K_{П.С}$, які враховують зміну опору ґрунту в різні пори року залежно від наявності опадів. Приймаємо: $K_{П.Т} = 1,8$. $K_{П.С} = 4,0$.

4. Визначається питомий розрахунковий опір ґрунту для вертикальних електродів (труб) $\rho_{розр.т}$ з урахуванням несприятливих умов за допомогою підвищувального коефіцієнта:

$$\rho_{розр.т} = \rho_{табл} \cdot K_{П.Т}, \text{ Ом}\cdot\text{см} \quad (6.1)$$

$$\rho_{розр.т} = 2000 \cdot 1,8 = 3600 \text{ Ом}\cdot\text{см}. \quad (6.2)$$

5. Визначається питомий розрахунковий опір ґрунту для горизонтального заземлювача (з'єднувальної смуги):

$$\rho_{розр.н} = \rho_{табл} \cdot K_{П.С}, \text{ Ом}\cdot\text{см}. \quad (6.3)$$

$$\rho_{розр.с} = 2000 \cdot 4 = 8000 \text{ Ом}\cdot\text{см}. \quad (6.4)$$

6. Визначається відстань від поверхні землі до середини вертикального заземлювача:

$$t = h_3 + \frac{l_m}{2}, \text{ см,} \quad (6.5)$$

де h_3 – глибина заглиблення труб, см;

l_T – довжина вертикального заземлювача.

$$t = 80 + 250/2 = 205 \text{ см} \quad (6.6)$$

7. Визначається опір розтіканню струму для одиночного вертикального заземлювача, який розташований нижче від поверхні землі:

$$R_T = 0,366 \frac{\rho_{\text{розр.Т}}}{l_T} \left(\lg \frac{2l_T}{d} + \frac{1}{2} \lg \frac{4t + l_T}{4t - l_T} \right), \text{ Ом.} \quad (6.7)$$

$$R_T = 0,366 \times \frac{3600}{250} \left(\lg \frac{2 \times 250}{7} + \frac{1}{2} \lg \left(\frac{4 \times 205 + 250}{4 \times 205 - 250} \right) \right) = 10,5 \text{ Ом.} \quad (6.8)$$

8. Визначається необхідна кількість вертикальних заземлювачів без урахування коефіцієнта екранування:

$$n_T \cdot \eta_{e.T.} = \frac{R_T}{R_3}. \quad (6.9)$$

$$n_T \cdot \eta_{e.T.} = \frac{10,5}{4} = 2,63 \text{ шт.,} \quad (6.10)$$

прийmemo 3 шт.

9. Визначається відстань між вертикальними заземлювачами L_T із співвідношення

$$c = \frac{L_T}{l_T}. \quad (6.11)$$

					XI.Т.00.00.00 ПЗ	Лист
						80
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

Для стаціонарних заглиблених заземлювачів це співвідношення береться таким:

$$C = 1. L_T = l_T = 250 \text{ см.}$$

10. Визначаємо коефіцієнт екранування труб при числі труб n_T та відношенні:

$$c = \frac{L_T}{l_T} \cdot \eta_{eT} = 0,78. \quad (6.12)$$

11. Визначаємо необхідну кількість вертикальних заземлювачів з урахуванням коефіцієнта екранування:

$$n_{T.E} = \frac{R_T}{R_3 \cdot \eta_{E.T}}. \quad (6.13)$$

$$n_{T.E} = \frac{10,5}{4 \times 0,78} = 3,37 \text{ шт} \quad (6.14)$$

приймаємо 4 шт.

12. Визначаємо розрахунковий опір розтіканню струму при прийнятому числі вертикальних заземлювачів $n_{T.E}$:

$$R_{\text{розр.тр}} = \frac{R_T}{n_{T.E} \cdot \eta_{E.T}}. \quad (6.15)$$

$$R_{\text{розр.тр}} = \frac{10,5}{4 \times 0,78} = 3,37 \text{ Ом}. \quad (6.16)$$

13. Визначаємо довжину з'єднувальної смуги:

$$L_{3.C} = 1,05 L_T (n_{T.E} - 1), \text{ см.} \quad (6.17)$$

$$L_{3.C} = 1,05 \cdot 250 \cdot (4 - 1) = 787 \text{ см.} \quad (6.18)$$

					XI. T.00.00.00 ПЗ	Лист
						81
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

14. Визначаємо опір розтікання струму в з'єднувальній смузі:

$$R_{3.C} = 0,366 \frac{\rho_{розр.с}}{L_{3.C}} \lg \frac{2L_{3.C}^2}{h_3 \cdot b_C} \text{ Ом}, \quad (6.19)$$

$$R_{3.C} = 0,366 \times \frac{8000}{787} \lg \frac{2 \times 787^2}{80 \times 7} = 12,4 \text{ Ом}. \quad (6.20)$$

15. Визначаємо коефіцієнт екранування $\eta_{E.3.C}$ для з'єднувальної смуги: $\eta_{E.3.C} = 0,77$.

16. Визначаємо розрахунковий опір для розтікання електричного струму в з'єднувальній смузі з урахуванням коефіцієнта екранування:

$$R_{розр.с} = \frac{R_{3.C}}{n_c \cdot \eta_{E.3.C}}. \quad (6.21)$$

де n_c – кількість з'єднувальних смуг, у нас $n_c = 1$.

$$R_{розр.с} = \frac{12,4}{1 \times 0,77} = 16,1 \text{ Ом} \quad (6.22)$$

17. Визначаємо загальний розрахунковий теоретичний опір розтіканню струму від вертикальних заземлювачів та з'єднувальної смуги:

$$R_{заг.розр} = \frac{1}{\frac{1}{R_{розр.Г}} + \frac{1}{R_{розр.С}}}. \quad (6.23)$$

$$R_{заг.розр} = \frac{1}{\frac{1}{4,49} + \frac{1}{16,1}} = 3,51 \text{ Ом}, \quad (6.24)$$

що менше R_3 . Опір менше 4 Ом, отже заземлення розраховано правильно.

					XI.Т.00.00.00 ПЗ	Лист
						82
Зм.	Арк.	№ докум.	Підпис	Дата		

- Г.М.островский и др.; Под общ. ред. В.Н.Соколова. — Л.: Машиностроение, 1982. — 384 с., ил.
10. ГОСТ 25822-83. Сосуды и аппараты. Аппараты воздушного охлаждения. Нормы и методы расчета на прочность. — Введ. 10.06.1983. — М.: Гос. ком. СССР по стандартам, 1983. — 20 с., ил.
 11. ГОСТ 14249-89. Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность. — Взамен ГОСТ 14249-89; Введ. 18.05.89. — М.: Гос. ком. СССР по стандартам, 1989. — 80 с., ил.
 12. ГСТУ 3-17-191-2000. Посудини та апарати сталъні зварні. Загальні технічні умови. — На заміну ОСТ 26-291-94; Введ. 16.02.2000. — К.: Державний комітет промислової політики України, 2000. — 301 с., іл.
 13. ДНАОП 0.00-1.07-94. Правила устройства и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением. Введ. 01.03.1995. — К.: Государственный комитет Украины по надзору за охраной труда, 1994. — 200 с., ил.
 14. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник/ Рабинович Г.Г., Рябых П.М., Хохряков П.А. и др.; Под ред. Е.Н. Судакова. — М.: Химия, 1979. — 568 с.
 15. <http://www.holodteh.ru/vestnik> - Вестник Международной академии холода

					<i>XI.T.00.00.00 ПЗ</i>	<i>Лист</i>
						84
<i>Зм.</i>	<i>Арк.</i>	<i>№ докум.</i>	<i>Підпис</i>	<i>Дата</i>		